

Verweilzeitverteilungen in einer kontinuierlich betriebenen Rührwerkskugelmühle

Stehr, Norbert

Veröffentlicht in:
Abhandlungen der Braunschweigischen
Wissenschaftlichen Gesellschaft Band 35, 1983,
S.121-133



Verlag Erich Goltze KG, Göttingen

Verweilzeitverteilungen in einer kontinuierlich betriebenen Rührwerkskugelmühle

Von **Norbert Stehr**, Braunschweig*)

Vorgelegt von Manfred Mitschke

(eingegangen am 1. Juni 1983)

Zusammenfassung

Die Verweilzeitverteilung der dispersen festen und der kontinuierlichen flüssigen Phase werden während des Zerkleinerungsbetriebes in einer Rührwerkskugelmühle untersucht. Der Materialtransport kann mit dem eindimensionalen Dispersionsmodell beschrieben werden. Es ergibt sich, daß zwischen dem Transport der festen und flüssigen Phase nicht unterschieden werden braucht. Der dimensionslose Verweilzeitparameter Bodensteinzahl erweist sich als abhängig von den eingestellten Versuchsparametern. Anwendungen der Ergebnisse werden diskutiert.

1. Einleitung

Rührwerkskugelmühlen werden sowohl für reine Dispergieraufgaben, z. B. in der Pigmentindustrie, als auch für die Naßzerkleinerung kristalliner Substanzen eingesetzt. Insbesondere im Bereich der Echtzerkleinerung hat die Rührwerkskugelmühle in den letzten Jahren zunehmend an Bedeutung gewonnen. Bisher verwendete Systeme zur Feinstzerkleinerung, wie Strahlmühlen oder Walzenstühle, wurden wegen klarer verfahrenstechnischer Vorteile in vielen Industriezweigen durch Rührwerkskugelmühlen ersetzt.

Vergleiche zwischen dem spezifischen Energiebedarf eines Attritors [1], dem langsamlaufenden Vorgänger der modernen, schnelllaufenden Rührwerkskugelmühle, und dem einer konventionellen Kugelmühle zeigen klare Vorteile zugunsten der Attritmahlung, wenn die geforderte Produktfeinheit im Bereich einiger Mikrometer liegt. Eine neuere Untersuchung [2] zeigt, daß dieses Ziel in einer schnelllaufenden Rührwerkskugelmühle mit etwa einem Drittel des Energiebedarfes eines Attritors erreicht werden kann.

Diese Vergleiche lassen die Rührwerkskugelmühle als äußerst interessante Maschine erscheinen.

*) Institut für Mechanische Verfahrenstechnik der Technischen Universität Braunschweig

Der resultierende, relativ große Markt für Rührwerkskugelmöhlen ist Ursache dafür, daß dieser Maschinentyp in unterschiedlichsten Varianten von einer großen Zahl in- und ausländischer Hersteller angeboten wird.

Die Patentsituation ist kaum noch überschaubar [3]. Insbesondere werden die unterschiedlichsten Röhreinbauten beschrieben und in ausgeführten Maschinen eingesetzt. In der Regel wird mit einer günstigen Wirkung der jeweiligen Röhreinbauten auf ein gewünscht enges Verweilzeitspektrum des Feststoffes in der Maschine argumentiert. Meßtechnische Untersuchungen der Verweilzeitverteilungen liegen diesen Aussagen aber in keinem Fall zugrunde.

Zum Verständnis der in einer Rührwerkskugelmühle ablaufenden Vorgänge, insbesondere zur Modellierung der Zerkleinerungskinetik, ist die Kenntnis von Verweilzeitverteilungen in Abhängigkeit von variablen Betriebsparametern unerlässlich. Aus diesem Grund wurde im Rahmen eines weitergefaßten Forschungsvorhabens [4] des Institutes für Mechanische Verfahrenstechnik der TU Braunschweig der Ermittlung von Verweilzeitverteilungen in einer Rührwerkskugelmühle besonderes Interesse geschenkt.

2. Versuchsaufbau und -durchführung

Abb.1 zeigt die untersuchte Rührwerkskugelmühle vereinfacht im Schnitt dargestellt.

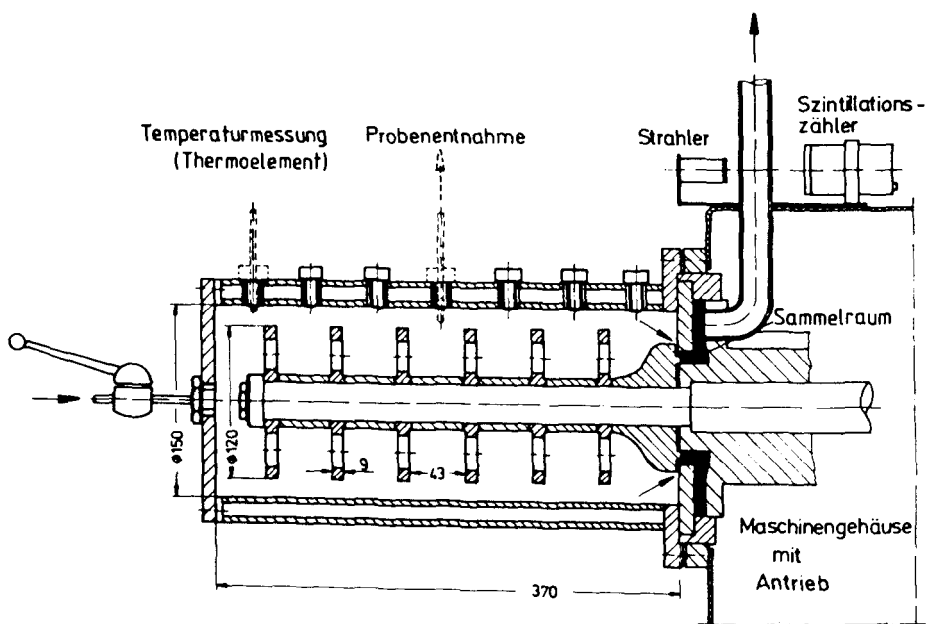


Abbildung 1
Vereinfachte Darstellung des Mahlraumes.

Der Mahlraum besitzt ein Nettovolumen von $5,5 \text{ dm}^3$. Als Rührwerk sind auf einer fliegend gelagerten Welle 6 Lochscheiben angeordnet. Die Mahlgutsuspension tritt durch den linken Stirndeckel zentrisch in den Mahlraum ein, in dem sich eine aus Hartglasperlen bestehende Mahlkörperfüllung bei einem Füllungsgrad von 80 % (Schüttvolumen) befindet. Am rechten Mahlraumende tritt die Suspension durch einen Ringspalt in einen kleinen tellerförmigen Sammelraum. Das eigentliche Auszugsrohr besteht aus Plexiglas und wird an der eingezeichneten Stelle von einem radioaktiven Präparat durchstrahlt. Mit Hilfe dieser radiometrisch arbeitenden Dichtemeßeinrichtung kann die Feststoffkonzentration der austretenden Suspension kontinuierlich gemessen werden. Die Meßwerte werden auf einem Lochstreifen gespeichert.

Wird ein Reaktor von mehreren Phasen gleichzeitig durchströmt, so sind im allgemeinen Fall die Verweilzeitverteilungen der einzelnen Phasen getrennt zu ermitteln. Untersuchungen von Kelsall [5] haben gezeigt, daß in einer konventionellen Naßkugelmühle sehr wohl zwischen der Verweilzeitverteilung der kontinuierlichen, flüssigen und der dispersen, festen Phase unterschieden werden muß.

Übliche Methoden zur Ermittlung von Verweilzeitverteilungen beinhalten die Zugabe einer Substanz, die sich in mindestens einer physikalischen oder chemischen Eigenschaft von der Grundmenge unterscheidet. Diese Eigenschaft erlaubt, die nach einer bestimmten Zeitfunktion zugegebene Substanz am Austritt quantitativ in Abhängigkeit von der Zeit zu analysieren. Im Rahmen von gewissen Modellvorstellungen kann von diesen Konzentrationsverteilungen auf die Verweilzeitverteilung der betrachteten Phase im Reaktor geschlossen werden.

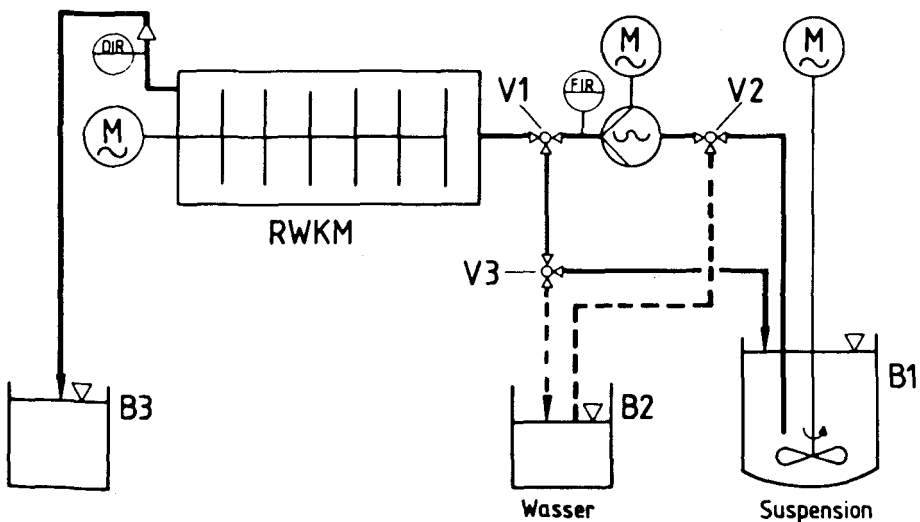


Abbildung 2
Schematische Darstellung des Versuchsaufbaus.

Diese prinzipielle Vorgehensweise wurde für die Untersuchung des Transportes der flüssigen Phase befolgt. Der Rührwerkskugelmühle wurde im stationären Zerkleinerungsbetrieb impulsförmig eine hochkonzentrierte Salzlösung zugeführt. Die Salzkonzentration der austretenden Suspension wurde nach einem vorgegebenen Zeitplan bestimmt.

Für die Untersuchung der Verweilzeitverteilung der dispersen Phase wurde hingegen kein gesonderter Tracer verwendet, vielmehr wurde der Feststoffgehalt der Suspension selbst als Indikator aufgefaßt. Dieses neuartige Verfahren kann anhand des Versuchsablaufes erläutert werden.

Die Versuche zur Ermittlung der Verweilzeitverteilung der dispersen Phase wurden grundsätzlich nach folgendem Schema durchgeführt: Die RWKM wird zunächst mit reinem Wasser aus dem Behälter (B2) vorgefüllt. Im Rührbehälter (B1) wird eine homogene Suspension aus reinem Wasser und dem zu zerkleinernden Feststoff hergestellt. Für alle Versuche wurde ein engfraktioniertes Kalksteinmaterial mit einer Verteilung um 50 µm eingesetzt. Die Suspension wird zunächst im Behälter-Pumpenkreislauf gefördert. Aufgrund der Anzeige eines induktiv arbeitenden Durchflußmeßgerätes (FIR) kann der gewünschte Volumenstrom genau eingeregelt werden. Durch Umstellen des Ventils (V1) wird die bereits laufende Zerkleinerungsmaschine sprungförmig mit der zu verarbeitenden Suspension beaufschlagt. Das Dichtemeßgerät am Mühlenausgang (DIR) erfaßt und registriert die Feststoff-Konzentrations sprungantwort.

Nach Beendigung des eigentlichen Zerkleinerungsversuches wird die Maschine durch Umstellen des Ventils (V2) sprungförmig mit reinem Wasser aus dem Behälter (B2) beaufschlagt. Es wird also ein negativer Feststoffkonzentrationsprung mit $c_v = 0\%$ bei identischem Volumenstrom aufgeprägt. Der Versuch wird beendet, nachdem die austretende Flüssigkeit feststofffrei ist. Auf diese Weise liefert jeder ohnehin durchzuführende Zerkleinerungsversuch als zusätzliche Information zwei auswertbare Feststoffkonzentrationsprungantworten, die unter gewissen Voraussetzungen mit der Verweilzeitsummenverteilung der dispersen Phase identisch sind.

In den durchgeführten Versuchen wurden die folgenden Parameter variiert:

1. Rührscheibenumfangsgeschwindigkeit $v_u = 6,4\text{--}14,4 \text{ ms}^{-1}$
2. Suspensionsvolumenstrom $\dot{V}_{\text{Susp.}} = 20\text{--}140 \text{ dm}^3\text{h}^{-1}$
3. Feststoffvolumenkonzentration $c_v = 10\text{--}30\%$

Insgesamt ergab die Variation 1.–3. 108 unterschiedliche Parameterkombinationen.

In der Absicht, den Suspensionsvolumenstrom mit dem Nutzvolumen der Zerkleinerungsmaschine zu verknüpfen, wurde gemäß einem Vorschlag von Pippel [6] die ideale Füllzeit t_f herangezogen. Sie ist definiert zu

$$t_f = \frac{V_{\text{Netto}} - V_{\text{Mahlkörper}}}{\dot{V}_{\text{Suspension}}} \quad (1)$$

d.h. tatsächlich zur Verfügung stehendes Hohlraumvolumen dividiert durch den Suspensionsvolumenstrom. Die Variation des Suspensionsvolumenstromes führt auf ideale Füllzeiten im Bereich 9,0–1,3 Minuten.

3. Theorie

Zur stark vereinfachenden Beschreibung des axialen Transportes mit überlagerter Vermischung durch kontinuierlich betriebene Apparate wird häufig mit Erfolg das eindimensionale Dispersionsmodell herangezogen. Beispielhafte Anwendungen beschreiben den Feststofftransport in Drehrohren [7, 8] in Kugelmühlen mit [9] als auch ohne Zerkleinerung [10], ebenso wie den Flüssigkeitstransport in einem mit Einbauten versehenen Rotating Disk Contactor (RDC) [11, 12]. Die prinzipielle Ähnlichkeit mit den aufgezählten Apparaten war Anlaß, das eindimensionale Dispersionsmodell auf die Transportvorgänge in der untersuchten Rührwerkskugelmühle anzuwenden.

Die Differentialgleichung des Dispersionsmodells läßt sich durch eine Mengengleichung an einem Volumenelement oder aus statistischen Überlegungen bezüglich der Aufenthaltswahrscheinlichkeiten einzelner Partikel ableiten [13]. Die zahlreichen Möglichkeiten von Anfangs- und Randbedingungen in Verbindung mit einer Ortsabhängigkeit der Transportkoeffizienten führen zu einer Vielzahl von Dispersionsmodellen. Der einfachste Fall liegt bei folgenden, für die Rührwerkskugelmühle zutreffenden Annahmen vor:

1. Ein- und Austritt befinden sich an den Stirnseiten eines zylinderförmigen Reaktors.
2. Infolge eines aufgeprägten Volumenstromes stellt sich eine konstante axiale Transportgeschwindigkeit \bar{v} ein.
3. Dem gerichteten axialen Transport überlagert findet ein disperser Transport infolge von Vermischungen statt. Die Intensität des dispersen Transportanteils wird durch den konstanten, axialen Dispersionskoeffizienten D beschrieben.

In der dimensionslosen Schreibweise ergibt sich dann:

$$\frac{\partial C(\Theta, X)}{\partial \Theta} = - \frac{\partial C(\Theta, X)}{\partial X} + \frac{1}{Bo} \frac{\partial^2 C(\Theta, X)}{\partial X^2} \quad (2)$$

Hierin bedeutet C die normierte Konzentration, Θ die mit der mittleren Verweilzeit \bar{t} normierte Zeit, X die mit der Länge des Reaktors l normierte Längenkoordinate. Der einzige freie Parameter des Dispersionsmodells nach Gl. 2 ist die Bodensteinzahl

$$Bo = \frac{\bar{v} \cdot l}{D} \quad (3)$$

Sie ist definiert als Produkt aus axialer Transportgeschwindigkeit und Länge des Reaktors dividiert durch den Dispersionskoeffizienten D .

Von Molerus [13] wurde hergeleitet, daß nur für die hier betrachteten Randbedingungen „keine Rückvermischung im Ein- und Austritt“ der nach einer impulsförmigen Markierung am Systemaustritt über die Konzentration meßbare Materiestrom der Prüfmenge identisch ist mit der Verweilzeitdichteverteilung dieser Prüfmenge im Reaktor. Die gesuchten Transportparameter können nach einer äußerst einfachen Methode aus den Momenten der experimentell aufgenommenen Konzentrationsver-

teilungen berechnet werden. Das erste Moment $\mu^{(1)}(l)$ ist mit der mittleren Verweilzeit \bar{t} der betrachteten Phase identisch, so daß sich die mittlere axiale Transportgeschwindigkeit berechnen läßt. Die Varianz $\sigma^2(l)$ ergibt sich aus dem ersten und zweiten Moment. In Gl. (4), die den Einfluß der mittleren axialen Transportgeschwindigkeit \bar{v} , der durch D beschriebenen Dispersion und der Apparatelänge l auf die Varianz $\sigma^2(l)$ beschreibt [13], sind nunmehr alle Größen bis auf den Dispersionskoeffizienten D bekannt,

$$\sigma^2(l) = \frac{2D}{\bar{v}^3} \left\{ l - \frac{D}{\bar{v}} (1 - e^{-(\bar{v}/D) \cdot l}) \right\} \quad (4)$$

so daß sich D iterativ bestimmen läßt. Damit kann die dimensionslose Kennzahl Bo gemäß Gl. (3) zahlenmäßig angegeben werden. Eine Bodensteinzahl $Bo = 0$ charakterisiert die Verweilzeitverteilung eines idealen Rührkessels, $Bo = \infty$ die einer Kolbenströmung. Für reale Apparate können somit Bodensteinzahlen $0 < Bo < \infty$ erwartet werden.

Im weiteren existiert eine analytische Lösung des Dispersionsmodells für den hier betrachteten Fall nach Hiby und Schümmer, die von Westerterp und Landsman publiziert wurde [11]. Sie enthält als einzigen freien Parameter die Bodensteinzahl und beschreibt in ihrer ursprünglichen Form die Verweilzeitsummenverteilung $F(\Theta)$. Diese analytische Lösung ist nach der Zeit Θ differenzierbar und liefert die dimensionslose Verweilzeitdichteverteilung $E(\Theta)$. Es besteht somit die Möglichkeit, die aus den Momenten gewonnene Bodensteinzahl in die analytische Lösung des Dispersionsmodells einzusetzen, um die grafische Darstellung dieser Funktion mit den gemessenen Konzentrationsverteilungen zu vergleichen.

Radiometrisch aufgenommene Konzentrationssprungantworten der dispersen festen Phase, wie sie unter 2. beschrieben wurden, werden in jedem Fall durch mehr als 600 einzelne, in zeitlichen Abständen von 2–10 Sekunden aufgenommene Meßwerte quasi stetig repräsentiert. Die Berechnung der Momente erfolgt numerisch, indem die Integrationen entsprechend der Definitionsgleichungen [2] in Summationen überführt wurden.

4. Ergebnisse

In Abb. 3 ist das erste Moment der Konzentrations-(Verweilzeitdichte-)verteilung $\mu^{(1)}(l) = \bar{t}$ der dispersen Phase über der idealen Füllzeit t_f für zwei identische Versuchsreihen für den positiven (Füllen) und den negativen Konzentrationssprung (Spülen) aufgetragen.

Die Darstellung verdeutlicht, daß das erste Moment in allen Fällen im Rahmen einer gewissen Meßunsicherheit gleich der idealen Füllzeit ist. Im weiteren existiert kein signifikanter Unterschied zwischen dem ersten Moment des positiven und des negativen Konzentrationssprunges. Für die untersuchte Rührwerkskugelmühle können die Begriffe ideale Füllzeit und mittlere Verweilzeit als gleichbedeutend betrachtet werden. Eine Aufkonzentrierung des Feststoffes im Mahlzyylinder findet nicht statt.

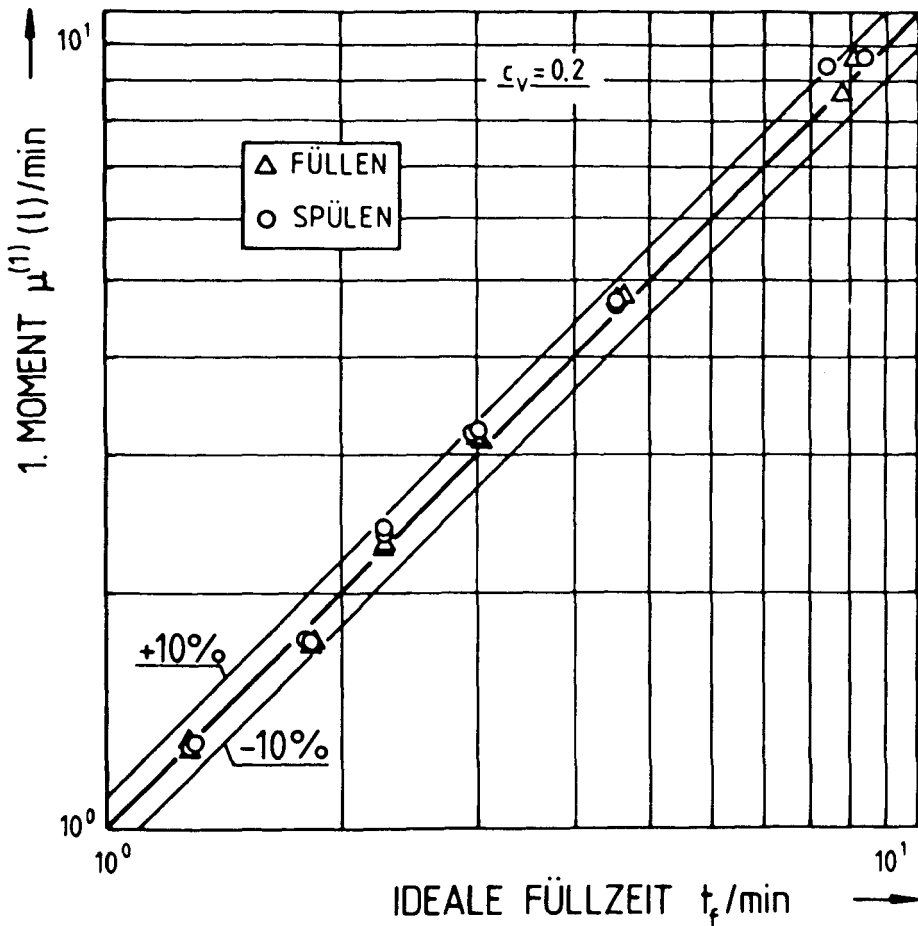


Abbildung 3

1. Moment der Konzentrationssprungantworten über der idealen Füllzeit t_f ;
 Rührscheibenumfangsgeschwindigkeit $v_u = 12,8 \text{ ms}^{-1}$, Feststoffkonzentration $c_v = 0,2$.

Eine weitere Schlußfolgerung ist, daß offensichtlich kein Strömungstotraum vorliegt. Anders als bei einer konventionellen Kugelmühle ist somit die mittlere Aufenthaltsdauer der Partikel in der Maschine keine sich frei einstellende Größe, sondern dem durchgesetzten Volumenstrom umgekehrt proportional.

Abb. 4 gibt normierte Konzentrationssprungantworten (Verweilzeitsummenverteilungen $F(\Theta)$) der dispersen Phase für zwei unterschiedliche Parametereinstellungen als gestrichelte Kurvenzüge wieder. Für Kurve 1 ($t_f = 9,0 \text{ min}$; $v_u = 12,8 \text{ ms}^{-1}$) wurde eine Bodensteinzahl $Bo = 0,81$ ermittelt, die somit ein ausgesprochen breites Verweilzeitspektrum charakterisiert.

Nach Erhöhung des Volumenstromes ($t_f = 1,27$ min) und Halbierung der Umfangsgeschwindigkeit wurde die wesentlich engere Verweilzeitsummenverteilung 2 aufgenommen, die durch eine Bodensteinzahl 5,15 beschrieben wird.

Die jeweilige Bo-Zahl wurde in die analytische Lösung der Dispersionsgleichung eingesetzt. Die grafischen Darstellungen dieser Funktionen verlaufen nahezu deckungsgleich mit den experimentell aufgenommenen Konzentrationssprungantworten.

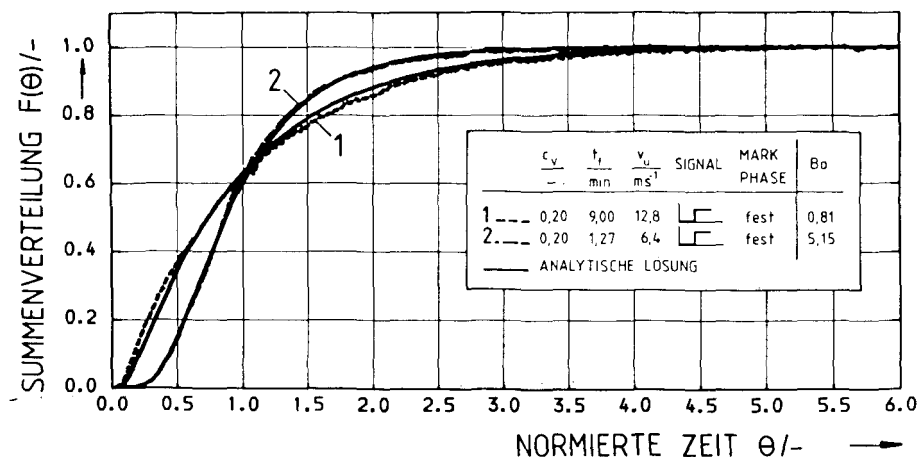


Abbildung 4

Normierte Feststoffkonzentrationsprungantworten für zwei unterschiedliche Betriebsparameterkombinationen.

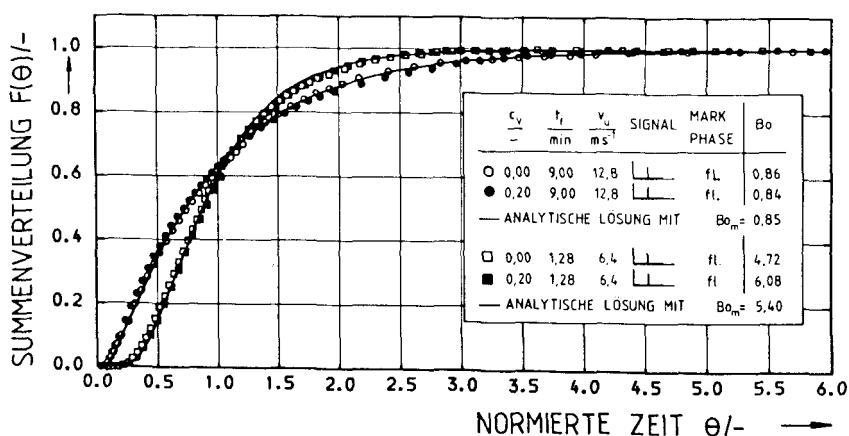


Abbildung 5

Normierte Verweilzeitsummenverteilungen der flüssigen Phase für zwei unterschiedliche Betriebsparameter.

Die Beschreibung des Feststofftransportes mit dem vereinfachenden Dispersionsmodell ist somit zulässig.

Abb. 5 beinhaltet durch Summation von normierten Konzentrationsimpulsantworten gewonnene Verweilzeitsummenverteilungen $F(\Theta)$ der flüssigen Phase für den Betrieb ohne (offene Symbole) und mit Zerkleinerung (geschlossene Symbole).

Die beiden zugrundeliegenden Parameterkombinationen entsprechen denen der Abb. 4. Die Bodensteinzahlen für den reinen Flüssigkeitstransport ($c_v = 0,0$) stimmen jeweils gut mit denen für den stationären Zerkleinerungsbetrieb überein. Infolge des turbulenten Strömungszustandes im Mahlzyylinder wird der Flüssigkeitstransport offensichtlich nicht durch die Suspensionsviskosität beeinflusst [2]. Im weiteren besteht eine gute Übereinstimmung mit den Konzentrationssprungantworten des Feststoffes aus Abb. 4. Diese Übereinstimmung wird durch die vergleichende Darstellung der Abb. 6 unterstrichen.

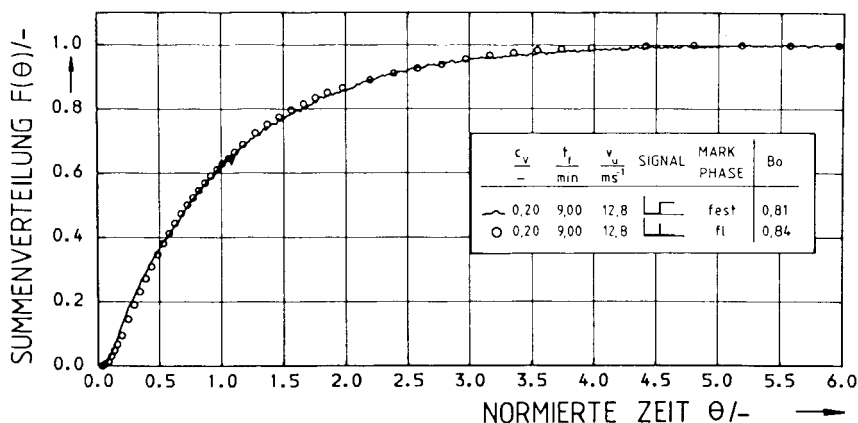


Abbildung 6

Normierte Verweilzeitsummenverteilung $F(\Theta)$ der flüssigen Phase während des stationären Zerkleinerungsbetriebs im Vergleich mit der Konzentrationssprungantwort der dispersen Phase; $v_u = 12,8 \text{ ms}^{-1}$, $t_r = 9,00 \text{ min}$.

Als Konsequenz aus den Vergleichen Abb. 4 bis 6 ist es für das untersuchte System zulässig, die experimentell äußerst einfach aufzunehmenden Konzentrationssprungantworten als Verweilzeitsummenverteilungen der Suspension im stationären Zerkleinerungsbetrieb zu deuten. Im Rahmen technisch interessierender Fragestellungen braucht nicht zwischen dem Transport von fester und flüssiger Phase unterschieden werden.

Eine zusammenfassende Darstellung der Abhängigkeit der Bodensteinzahl von den variierten Versuchsbedingungen ist in Abb. 7 enthalten.

Hiernach nimmt die Bodensteinzahl linear mit der axialen Transportgeschwindigkeit zu. Eine Erhöhung des Volumenstromes bewirkt also in jedem Fall eine Ein-

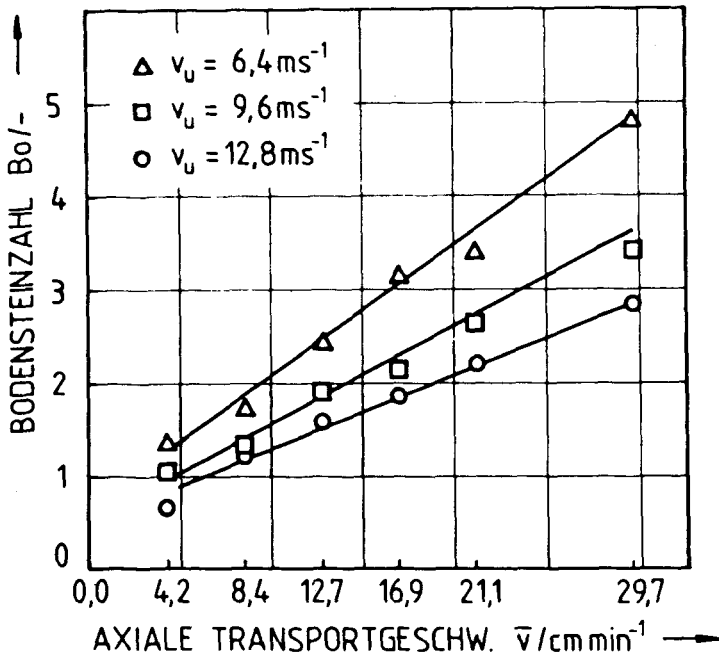


Abbildung 7

Bodensteinzahl Bo über der axialen Transportgeschwindigkeit \bar{v}
für 3 Rührscheibenumfangsgeschwindigkeiten.

engung der Verweilzeitverteilung. Durch eine Vergrößerung der Rührscheibenumfangsgeschwindigkeit ergibt sich hingegen infolge vergrößerter Mischwirkung eine Aufweitung der Verweilzeitverteilung, repräsentiert durch eine kleinere Bodensteinzahl bei konstanter Transportgeschwindigkeit. Eine Abhängigkeit der Transportkoeffizienten von der Feststoffkonzentration wurde im Bereich der variierten Werte $c_v = 10-30\%$ nicht festgestellt.

Durch Proportionalitätsbetrachtungen konnte Gl. 5 gefunden werden, die die Bodensteinzahl als Funktion des dimensionslosen Parameters Rührscheibendurchmesser d_{RS} mal Drehzahl n dividiert durch die axiale Transportgeschwindigkeit \bar{v} wiedergibt [2]:

$$Bo = \frac{6}{1 + 1,33 \cdot 10^{-3} \left(\frac{d_{RS} \cdot n}{\bar{v}} \right)} \quad (5)$$

Die experimentell ermittelten Bodensteinzahlen aller Versuchseinstellungen sind in Abb. 8 über nach Gl. (5) berechneten aufgetragen.

Hiernach läßt sich der Verweilzeitparameter Bo mit einer ausreichenden Genauigkeit von $\pm 30\%$ aus den eingestellten Versuchsbedingungen abschätzen.

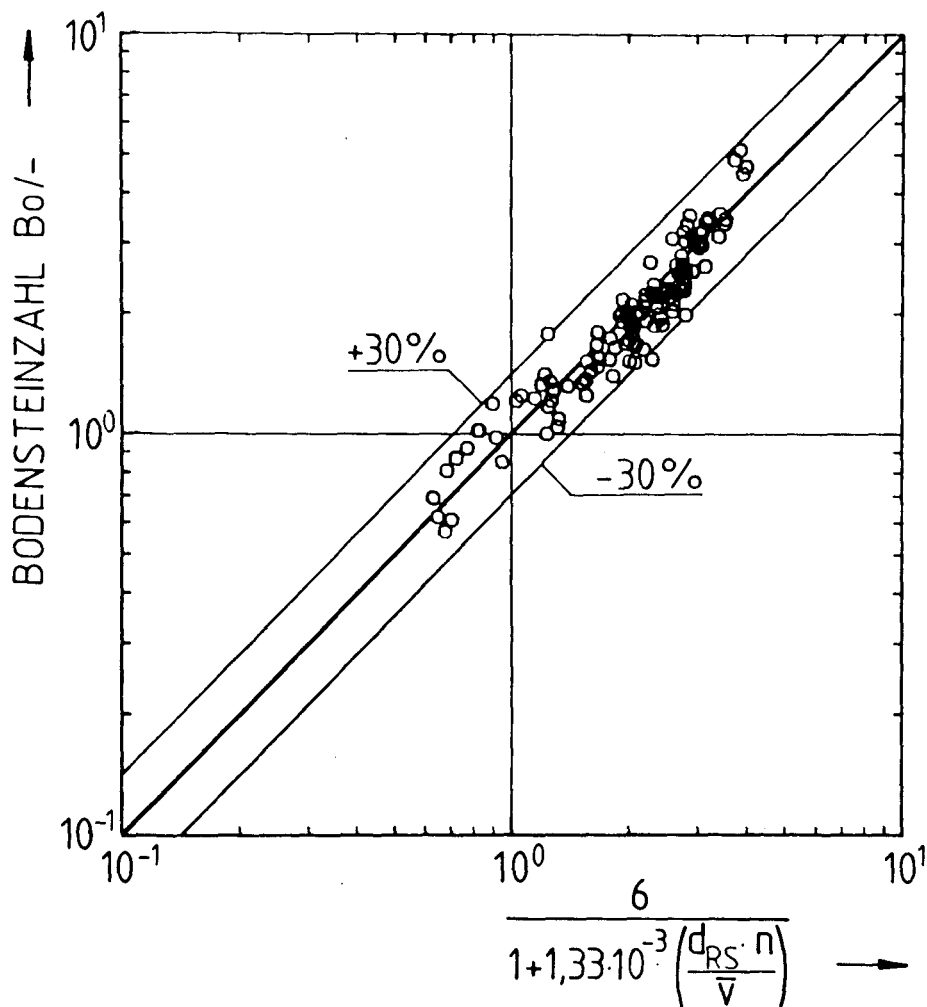


Abbildung 8

Aus den Sprungantworten der dispersen Phase ermittelte Bodensteinzahlen aufgetragen über nach Gl. (5) berechneten.

5. Schlußfolgerungen und Anwendungen

Die Untersuchungen haben gezeigt, daß sich bei Verwendung eines standardmäßigen Lochscheibenrührwerkes im Bereich der technisch sinnvollen Parametervariation Bodensteinzahlen von 0,8–5 ergeben. Hieraus folgt, daß zur Beschreibung der Zerkleinerungskinetik der kontinuierlich betriebenen Maschine im Hinblick auf den Feststofftransport weder die vereinfachende Annahme einer Kolbenströmung,

noch die eines idealen Mixers zulässig ist. Es konnte gezeigt werden, daß die Zerkleinerungsergebnisse in Form von Teilchengrößenverteilungen bei Kenntnis der Verweilzeitcharakteristik (eindimensionales Dispersionsmodell, Bodensteinzahl nach Gl. (5)) aus diskontinuierlichen Zerkleinerungsversuchen berechenbar sind [2].

Eine weitere interessante Anwendung des vorgestellten Verfahrens zur Aufnahme von Verweilzeitsummenverteilungen liegt in der Untersuchung des Einflusses unterschiedlich geformter Rührereinbauten. Der zusätzliche experimentelle Aufwand ist minimal, die Summenverteilungen fallen als Nebeninformationen von ohnehin durchzuführenden Zerkleinerungsversuchen an. So ergab sich schon für eine relativ geringfügige Modifikation des Rührwerkes, Vollscheiben statt Lochscheiben, ein deutlich engeres Verweilzeitspektrum im Bereich gleicher Parametervariation [2]. Die tatsächlichen Auswirkungen der unterschiedlichen, industriell angebotenen Rührereinbauten sind somit einfach quantifizierbar.

Literatur

- [1] SEPULVEDA, J.L.: A Detailed Study on Stirred Ball Mill Grinding. Ph. D. Dissertation, University of Utah, 1981.
- [2] STEHR, N.: Zerkleinerung und Materialtransport in einer Rührwerkskugelmühle. Dissertation TU Braunschweig, 1982.
- [3] STEHR, N.: Vorgänge in einer Rührwerkskugelmühle. Diplomarbeit TU Braunschweig, 1978.
- [4] STEHR, N.: Untersuchungen an einer Rührwerkskugelmühle zur Ermittlung des Einflusses wesentlicher Mahlparameter. Abschlußbericht zu Vorhaben AIF 4310, 1981.
- [5] KELSALL, D.F., REID, K.J., RESTARICK, C.J.: Continuous Grinding in a Small Wet Ball Mill. Part III. A Study of Distribution of Residence Time. *Powd. Tech.* 3 (1969/70), 170/178.
- [6] PIPPEL, W.: Verweilzeitanalyse in technologischen Strömungssystemen. Akademie-Verlag, Berlin, 1978.
- [7] MERZ, A.: Untersuchungen zur Axialvermischung in einem kontinuierlich betriebenen Drehrohr mit Isotopenmarkierung. Dissertation TH Karlsruhe, 1973.
- [8] ABOUZEID, A.-Z.M., FUERSTENAU, D.W., SASTRY, K.V.S.: Transport Behavior of Particulate Solids in Rotary Drums: Scale Up of Residence Time Distributions Using the Axial Dispersion Model. *Powd. Tech.* 27 (1980), 241/250.
- [9] PAULSEN, H.: Leistungsaufnahme und Axialdispersion in der Ein-Kammer-Kugelmühle. Dissertation TH Karlsruhe, 1969.
- [10] ROTH, G., SCHÖNERT, K., MERZ, A.: Einfluß von Gutfüllung, Drehzahl, Kugel- und Partikelgröße auf den Transport in Kugelmühlen. European Symposium Particle Technology 1980, Amsterdam 3–5. Juni, Preprints A, 507/523.
- [11] WESTERTERP, K.R., LANDSMAN, R.: Axial Mixing in a Rotating Disk Contactor. Apparent Longitudinal Diffusion. *Chem. Eng. Sci.* 17 (1962), 363/372.
- [12] VENKATARAMANA, J., DEGALEESAN, T.E., LADDHA, G.S.: Continuous Phase Axial Mixing in Rotary Disk Contactors. *Canad. J. of Chem. Eng.* 58 (1980) 4, 206/211.
- [13] MOLERUS, O.: Über die Axialvermischung bei Transportprozessen in kontinuierlich betriebenen Apparaturen. *CIT* 38 (1966) 2, 137/145.

Formelverzeichnis

Bo	Bodensteinzahl $Bo = \bar{v} \cdot l/D$
C	normierte Konzentration
c_v	Volumenkonzentration
D	Dispersionskoeffizient
d_{RS}	Rührscheibendurchmesser
E	Verweilzeitdichteverteilung
F	Verweilzeitsummenverteilung
l	Länge des Reaktors
n	Drehzahl
\bar{t}	mittlere Verweilzeit
t_f	ideale Füllzeit $t_f = V/\dot{V}$
V	Volumen
$\dot{V}_{Susp.}$	Suspensionsvolumenstrom
\bar{v}	axiale Transportgeschwindigkeit
v_u	Rührscheibenumfangsgeschwindigkeit
X	normierte Länge
Θ	normierte Zeit
$\mu^{(i)}(1)$	i -tes Moment einer Verweilzeitdichteverteilung, gemessen am Ausgang
$\sigma^2(1)$	Varianz einer Verweilzeitdichteverteilung, gemessen am Ausgang